



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 111315850 A

(43)申请公布日 2020.06.19

(21)申请号 201880071354.1

(22)申请日 2018.10.31

(30)优先权数据

15/802,665 2017.11.03 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2020.04.30

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/US2018/058375 2018.10.31

(87)PCT国际申请的公布数据

WO2019/089707 EN 2019.05.09

(71)申请人 环球油品有限责任公司

地址 美国伊利诺伊州

(72)发明人 尼拉杰·蒂瓦里

理查德·K·霍恩

基兰·拉德凯特

(74)专利代理机构 北京同立钧成知识产权代理有限公司 11205

代理人 马爽 臧建明

(51)Int.Cl.

C10G 67/02(2006.01)

C10G 49/00(2006.01)

C10G 7/00(2006.01)

C10G 45/00(2006.01)

C10G 47/00(2006.01)

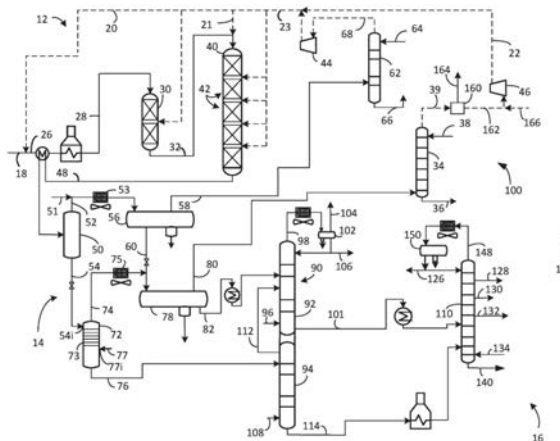
权利要求书1页 说明书13页 附图2页

(54)发明名称

用于汽提经加氢处理的流出物以改善氢回收的方法

(57)摘要

本发明公开了一种用于减少溶液中的氢到加氢处理单元的分馏部分的损失的方法。在热闪蒸汽提器中用惰性气体汽提热液体流,以促进氢进入热闪蒸蒸气流中。实现了氢气的大量节约。



1. 一种加氢处理方法, 包括:

在加氢处理反应器中利用加氢处理催化剂上的氢流加氢处理烃进料流, 以提供经加氢处理的流出物流;

在热分离器中分离所述经加氢处理的流出物流, 以提供热蒸气流和热液体流; 以及

在热闪蒸汽提器中用惰性气体流汽提所述热液体流, 以提供氢浓度增加的热闪蒸蒸气流和热闪蒸液体流。

2. 根据权利要求1所述的加氢处理方法, 还包括从所述热闪蒸蒸气流回收氢。

3. 根据权利要求2所述的加氢处理方法, 还包括用惰性气体流汽提所述热闪蒸液体流以除去附加的轻质气体。

4. 根据权利要求1所述的加氢处理方法, 还包括在冷分离器中分离所述热蒸气流以提供冷蒸气流和冷液体流, 以及闪蒸所述冷液体流以提供冷闪蒸蒸气流和冷闪蒸液体流。

5. 根据权利要求4所述的加氢处理方法, 还包括在闪蒸所述冷液体流之前, 用冷却器冷却所述热闪蒸蒸气流。

6. 根据权利要求4所述的加氢处理方法, 还包括用所述冷闪蒸液体流闪蒸所述热闪蒸蒸气流。

7. 根据权利要求4所述的加氢处理方法, 还包括将所述热闪蒸蒸气流与冷闪蒸蒸气流混合以提供混合流, 并从所述混合流回收氢。

8. 根据权利要求1所述的加氢处理方法, 还包括在塔板或填料上方的所述热闪蒸汽提器的顶部附近进料所述热液体流, 并在所述塔板或填料下方进料所述惰性气体流。

9. 一种加氢处理设备, 包括:

加氢处理反应器;

与所述加氢处理反应器连通的热分离器;

与所述热分离器的热塔底管线连通的热闪蒸汽提器, 与所述热闪蒸汽提器连通的热闪蒸塔顶管线, 以及与所述热闪蒸汽提器连通的热闪蒸塔底管线; 以及

与所述热闪蒸塔底管线连通的汽提器塔。

10. 根据权利要求9所述的加氢处理设备, 还包括与所述热分离器的热塔顶管线连通的冷分离器; 与所述冷分离器的冷塔底管线连通的冷闪蒸罐; 以及与所述冷闪蒸罐的所述冷闪蒸塔底管线连通的所述汽提器塔。

## 用于汽提经加氢处理的流出物以改善氢回收的方法

### 技术领域

[0001] 本领域涉及加氢处理烃流。

### 背景技术

[0002] 加氢处理可包括在加氢处理催化剂和氢的存在下将烃转化为更有价值的产物的方法。

[0003] 氢化裂解是一种加氢处理方法,其中烃在氢和氢化裂解催化剂的存在下裂解成较低分子量的烃。根据所需的输出,氢化裂解单元可含有一个或多个相同或不同的催化剂床。氢化裂解可利用一个或两个氢化裂解反应器级进行。在单级氢化裂解中,仅使用单个氢化裂解反应器级。未转化的油可以从产物分馏塔再循环回到氢化裂解反应器级。在两级氢化裂解中,未转化的油从产物分馏塔进料到第二氢化裂解反应器级。淤浆氢化裂解是一种淤浆催化过程,用于将残渣进料裂解为瓦斯油和燃料。

[0004] 由于环境问题和新颁布的规章制度,可销售燃料必须满足对污染物诸如硫和氮越来越低的限度。新法规要求从柴油中基本完全除去硫。例如,超低硫柴油(ULSD)要求硫通常少于10wppm。

[0005] 氢化处理是用于从烃流中除去杂原子诸如硫和氮以满足燃料规格并使烯族化合物饱和的加氢处理方法。氢化处理可在高压或低压下进行,但通常在比氢化裂解更低的压力下操作。

[0006] 在淤浆氢化裂解中,在固体催化剂上有气态氢存在的情况下,液体重质油进料的三相混合物在压力、升高的温度下裂解产生较轻产物。来自淤浆氢化裂解的许多产品可能需要进一步升级。

[0007] 加氢处理回收部分通常包括分离部分中的一系列分离器,以将气体与液体物质分离,并且冷却液体流并使之减压,以使其准备用于分馏成产物。回收氢气以再循环至加氢处理单元。在产物分馏之前,使用用于利用汽提介质诸如蒸汽对经加氢处理的流出物进行汽提的汽提器,以从液体流中除去不需要的硫化氢。

[0008] 在加氢处理回收中,来自热分离器和冷分离器的液体流在被引导到分馏部分之前先降低压力,并且放出的气体分别在热闪蒸罐和冷闪蒸罐中分离。放出的气体富含氢,并且这些流通常被引导到氢回收设施。否则,在没有闪蒸罐的情况下,来自高压分离器的液体中所含的氢溶液损失将在分馏部分废气中损失。通过保持热和冷闪蒸罐的压力较高,可以将回收的氢流直接送至补充气集管,而无需进一步压缩。但是,较高的压力会迫使更多的氢进入液体溶液中,从而引起分馏废气中更多的氢损失,这些分馏废气通常被送至燃气集管。

[0009] 氢的有效使用对加氢处理单元的经济性至关重要。在送至汽提器塔的热闪蒸液体流中损失了大量的氢。这被称为溶液损失,并且它表示有价值的资源可能会大量流失到分馏部分,最终流失到燃气中。已经公开了用于回收汽提器废气流中的氢的方法,但是需要进行压缩以便能够将其引导至冷闪蒸罐废气的流中,在该冷闪蒸罐废气的流中可以引导其进行氢回收。汽提器废气的压缩在资本和操作上都是昂贵的。

[0010] 因此,一直以来需要从经加氢处理的流出物回收氢气的改进方法。

### 发明内容

[0011] 我们已经发现,在热闪蒸汽提器中汽提热分离器液体显著降低了进入产物汽提塔的热闪蒸液体流中氢的溶液损失。在方法和设备的实施方案中,热闪蒸汽提器将氢浓缩在热闪蒸蒸气流中,可以从该热闪蒸蒸气流中回收氢气。

### 附图说明

[0012] 图1是简化的工艺流程图。

[0013] 图2是图1的替代工艺流程图。

### [0014] 定义

[0015] 术语“连通”意指在枚举的部件之间可操作地允许物质流动。

[0016] 术语“下游连通”意指在下游连通中流向主体的至少一部分物质可以从与其连通的对象可操作地流动。

[0017] 术语“上游连通”意指在上游连通中从主体流出的至少一部分物质可以可操作地流向与其连通的对象。

[0018] 术语“直接连通”意指来自上游部件的流进入下游部件,而不经过分馏或转化单元,不会因物理分馏或化学转化而发生组成变化。

[0019] 术语“绕过”意指对象至少在绕过的范围内与绕过主体失去下游连通。

[0020] 术语“塔”意指用于分离一种或多种不同挥发性物质的组分的一个或多个蒸馏塔。除非另外指明,否则每个塔包括在塔的塔顶上的用于冷凝一部分塔顶流并使其回流回塔的顶部的冷凝器,以及在塔的底部的用于蒸发一部分塔底流并将其送回塔的底部的再沸器。可以预热塔的进料。顶部压力是塔的蒸气出口处塔顶蒸气的压力。底部温度是液体底部出口温度。塔顶管线和塔底管线是指从任何回流或再沸腾的塔下游到塔的净管线。汽提器塔省略了塔的底部处的再沸器,并且相反提供对液化的惰性介质诸如蒸汽的加热要求和分离动力。

[0021] 如本文所用,术语“真沸点”(TBP)意指用于确定对应于ASTM D2892的物质的沸点的测试方法,其用于生产可获得分析数据的标准质量的液化气体、馏出物馏分和残余物,以及通过质量和体积两者确定上述馏分的产量,从所述质量和体积使用十五个理论塔板在回流比为5:1的塔中得到蒸馏温度与质量%的关系图。

[0022] 如本文所用,术语“转化”意指进料转化为沸点等于或低于柴油沸程的物质。使用真沸点蒸馏方法时,柴油沸程的柴油分馏点介于343°C和399°C (650°F至750°F) 之间。

[0023] 如本文所用,术语“柴油沸程”意指使用真沸点蒸馏方法时,烃在介于132°C和399°C (270°F至750°F) 之间的范围内沸腾。

[0024] 如本文所用,术语“分离器”意指这样的容器,其具有一个入口和至少一个塔顶蒸气出口和一个塔底液体出口,并且还还具有来自储槽(boot)的含水流出口。闪蒸罐是可与可在较高的压力下操作的分离器下游连通的一种类型的分离器。

[0025] 如本文所用,术语“主要的”、“主要地”或“占优势”意指大于50%,合适地大于75%,并且优选地大于90%。

## 具体实施方式

[0026] 我们发现热闪蒸液体流中含有大量的氢。热闪蒸罐液体流中的氢最终进入来自产物汽提塔或产物分馏塔的废气中,并且通常会损失到燃气中。所描述的方法和设备在热闪蒸汽提器中汽提热分离器液体,以降低被引导到产物汽提塔的热闪蒸液体流中氢的溶液损失。在方法和设备的实施方案中,热闪蒸汽提器塔将氢浓缩在热闪蒸蒸气流中,可以从该热闪蒸蒸气流中更经济地回收氢气。将氢从热闪蒸液体中除去以分馏产物减少了汽提器废气中的气体体积,这也使得能够更高效地回收轻质气体。

[0027] 我们发现本发明的方法和设备可以将氢回收提高15重量%。此外,当在热闪蒸汽提器中除去大部分氢时,在分馏废气中损失的LPG可减少80重量%以上。

[0028] 在图1中,用于加氢处理烃的加氢处理单元10包括加氢处理反应器部分12、分离部分14、分馏部分16和氢回收部分100。将烃管线18中的含烃流和氢管线20中的富氢流进料至加氢处理反应器部分12。经加氢处理的流出物在分馏部分16中分离。

[0029] 发生在加氢处理反应器部分12中的加氢处理可以是氢化裂解或氢化处理。氢化裂解是指烃在氢的存在下裂解成较低分子量烃的过程。氢化裂解是加氢处理反应器部分12中优选的方法。因此,术语“加氢处理”在本文中包括术语“氢化裂解”。氢化裂解还包括淤浆氢化裂解,其中将渣油进料与催化剂和氢混合以形成淤浆并裂解成较低沸点产物。

[0030] 在加氢处理反应器部分12中发生的加氢处理也可以是氢化处理。氢化处理是在合适的催化剂的存在下使氢与烃接触的方法,该合适的催化剂是主要用于从烃原料除去杂原子,诸如硫、氮和金属的活性物质。在氢化处理中,具有双键和三键的烃可被饱和。芳族化合物也可被饱和。一些氢化处理专门设计用于饱和芳族化合物。也可以降低经氢化处理的产物的浊点。将用包括氢化处理反应器30和氢化裂解反应器40的加氢处理反应器部分12来描述本发明的方法和设备。应该理解的是,加氢处理反应器部分12可以包括一个或两个。

[0031] 在一个方面,本文所述的方法和设备特别适用于加氢处理包括含烃原料的烃进料流。特别是用于具有氢化裂解反应器的加氢处理单元的示例性含烃原料包括初沸点 (IBP) 高于288°C (550°F) 的烃流 (诸如常压瓦斯油)、T5和T95介于315°C (600°F) 和650°C (1200°F) 之间的减压瓦斯油 (VGO)、脱沥青油、焦化馏出物、直馏馏出物、热解衍生油、高沸点合成油、循环油、澄清淤浆油、脱沥青油、页岩油、氢化裂解进料、催化裂解器馏出物、IBP等于或高于343°C (650°F) 的常压残渣和IBP高于510°C (950°F) 的减压残渣。

[0032] 氢管线20中的氢流可从加氢处理氢管线23中分流出来。管线20中的氢流可以是氢化处理氢流。氢化处理氢流可加入烃管线18中的含烃流以在烃进料管线26中提供烃进料流。烃进料管线26中的烃进料流可通过与管线48中和火焰加热器中的氢化裂解流热交换来加热。管线28中加热的烃进料流可进料至氢化处理反应器30。

[0033] 氢化处理反应器30可以是固定床反应器,其包括一个或多个容器、每个容器中的单个或多个催化剂床、以及一个或多个容器中的氢化处理催化剂的各种组合。预期氢化处理反应器30在其中液体烃进料的体积大于氢气的体积的连续液相中操作。氢化处理反应器30也可在常规连续气相、移动床或流化床氢化处理反应器中操作。氢化处理反应器30可提供10体积%至40体积%的单程转化率。

[0034] 氢化处理反应器30可包括特定物质针对压降缓解的保护床,之后是一个或多个高质量氢化处理催化剂床。保护床过滤颗粒并拾取烃进料流中的污染物,诸如镍、钒、硅和砷

等金属,它们会使催化剂失活。保护床可包含与氢化处理催化剂类似的物质。补充氢可在氢化处理反应器30中的催化剂床之间的级间位置处添加。

[0035] 合适的氢化处理催化剂是任何已知的常规氢化处理催化剂,并且包括在高表面积载体物质(优选地氧化铝)上由至少一种VIII族金属(优选地铁、钴和镍,更优选地钴和/或镍)和至少一种VI族金属(优选地钼和钨)组成的那些。其他合适的氢化处理催化剂包括沸石催化剂,以及贵金属催化剂,其中贵金属选自钯和铂。在本说明书的范围内的是,在同一氢化处理反应器30中使用多于一种类型的氢化处理催化剂。VIII族金属通常以2重量%至20重量%、优选地4重量%至12重量%的范围内的量存在。VI族金属将通常以1重量%至25重量%、优选地2重量%至25重量%的范围内的量存在。

[0036] 优选的氢化处理反应条件包括290°C (550°F)至455°C (850°F)、合适地316°C (600°F)至427°C (800°F)并且优选地343°C (650°F)至399°C (750°F)的温度,2.8MPa(表压)(400psig)至17.5MPa(表压)(2500psig)的压力,0.1hr<sup>-1</sup>、合适地0.5hr<sup>-1</sup>至5hr<sup>-1</sup>、优选地1.5hr<sup>-1</sup>至4hr<sup>-1</sup>的新鲜含烃原料的液时空速以及84Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>(500scf/bbl)至1,011Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>油(6,000scf/bbl)、优选地168Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>油(1,000scf/bbl)至1,250Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>油(7,500scf/bbl)的氢速率,以及氢化处理催化剂或氢化处理催化剂的组合。

[0037] 可以在加氢处理反应器中利用加氢处理催化剂上的氢流加氢处理烃进料管线28中的烃进料流,以提供经加氢处理的流出物流。特别地,可以在氢化处理反应器30中利用来自氢化处理氢管线20的氢化处理氢流在氢化处理催化剂上氢化处理烃进料管线28中的烃进料流,以提供经氢化处理的烃流,其在经氢化处理的流出物管线32中离开氢化处理反应器30。经氢化处理的流出物流可以被运送到分离部分14,或者被视为氢化裂解进料流。负载有氨和硫化氢的氢气可在分离器中从氢化裂解进料流除去,但是氢化裂解进料流通常直接进料至氢化裂解反应器40而不进行分离。氢化裂解进料流可在氢化裂解氢管线21中与从加氢处理氢管线23提取的氢化裂解氢流混合,并通过入口进料至氢化裂解反应器40以进行氢化裂解。

[0038] 氢化裂解是指烃在氢的存在下裂解成较低分子量烃的过程。氢化裂解反应器40可以是固定床反应器,其包括一个或多个容器、每个容器中的单个或多个催化剂床42,以及一个或多个容器中的氢化处理催化剂和/或氢化裂解催化剂的各种组合。预期氢化裂解反应器40在其中液体烃进料的体积大于氢气的体积的连续液相中操作。氢化裂解反应器40也可在常规连续气相、移动床或流化床加氢处理反应器中操作。术语“加氢处理”在本文中包括术语“氢化裂解”。

[0039] 氢化裂解反应器40包括多个氢化裂解催化剂床42。如果氢化裂解反应器部分12不包括氢化处理反应器30,则氢化裂解反应器40中的催化剂床42可包括氢化处理催化剂,其用于在用后续容器或氢化裂解反应器40中的催化剂床42中的氢化裂解催化剂使烃进料流氢化裂解之前对烃进料流进行饱和、脱金属、脱硫或脱氮。

[0040] 在来自氢化裂解氢管线21的氢化裂解氢流的存在下,在加氢处理反应器中,在加氢处理催化剂上对经氢化处理的烃进料流进行加氢处理以提供经加氢处理的流出物流。特别地,在来自氢化裂解氢管线21的氢化裂解氢流的存在下,在氢化裂解反应器40中在氢化裂解催化剂上对经氢化处理的烃进料流进行氢化裂解,以提供氢化裂解流出物流。氢汇流管可将补充氢流递送至催化剂床42中的一个、一些或每个。在一个方面,在相邻床之间的级

间位置处将补充氢添加至每个氢化裂解催化剂床42,因此补充氢在进入下游催化剂床42之前与从上游催化剂床42排出的经加氢处理的流出物混合。

[0041] 氢化裂解反应器可提供经氢化处理的流出物管线32中的经氢化处理的烃流向沸点低于通常为柴油的最重期望产物的分馏点的产物的至少20体积%、并且通常大于60体积%的总转化率。氢化裂解反应器40可基于总转化率以进料的超过30体积%的部分转化率或至少90体积%的完全转化率操作。氢化裂解反应器40可在温和的氢化裂解条件下操作,这将提供烃进料流至沸点低于柴油分馏点的产物的20体积%至60体积%、优选地20体积%至50体积%的总转化率。

[0042] 如果需要温和的氢化裂解以产生中间馏出物和汽油的平衡,则氢化裂解催化剂可利用无定形二氧化硅-氧化铝基料或低水平沸石基料与一种或多种VIII族或VIB族金属氢化组分的组合。在另一个方面,当中间馏出物在转化产物方面比汽油生产显著更优选时,可在氢化裂解反应器40中用催化剂进行部分或全部氢化裂解,该催化剂通常包括任何结晶沸石裂解基料,其上沉积有VIII族金属氢化组分。附加的氢化组分可选自VIB族,以与沸石基料结合。

[0043] 沸石裂解基料在本领域中有时被称为分子筛,并且通常由二氧化硅、氧化铝和一种或多种可交换阳离子诸如钠、镁、钙、稀土金属等构成。其特征还在于具有相对均匀的介于4埃和14埃( $10^{-10}$ 米)之间的直径的晶体孔。优选采用二氧化硅/氧化铝摩尔比(介于3和12之间)相对较高的沸石。在自然界中发现的合适的沸石包括例如丝光沸石、辉沸石、片沸石、镁碱沸石、环晶沸石、菱沸石、毛沸石和八面沸石。合适的合成沸石包括例如B、X、Y和L晶体类型,例如合成的八面沸石和丝光沸石。优选的沸石是晶体孔径介于8和12埃( $10^{-10}$ 米)之间的沸石,其中二氧化硅/氧化铝的摩尔比为4至6。落入优选组中的沸石的一个示例是合成Y分子筛。

[0044] 天然存在的沸石通常以钠形式、碱土金属形式或混合形式存在。合成沸石几乎总是以钠形式制备。在任何情况下,为了用作裂解基料,优选大多数或所有原始沸石一价金属与多价金属和/或与铵盐进行离子交换,然后加热以分解与沸石缔合的铵离子,从而在它们的位置留下实际上通过进一步除去水而除去阳离子的氢离子和/或交换位点。这种性质的氢或“除去阳离子的”Y沸石更具体地描述于US 3,100,006中。

[0045] 混合的多价金属-氢沸石可通过与铵盐交换离子,然后与多价金属盐部分反交换,然后煅烧来制备。在一些情况下,诸如在合成丝光沸石的情况下,氢形式可通过直接酸处理碱金属沸石来制备。在一个方面,优选的裂解基料是基于初始离子交换容量缺少至少10重量%并且优选地至少20重量%的金属阳离子的那些。在另一个方面,理想和稳定的一类沸石是其中氢离子满足至少20重量%离子交换容量的沸石。

[0046] 在本发明优选的氢化裂解催化剂中用作氢化组分的活性金属是VIII族的活性金属,即铁、钴、镍、钨、铈、钼、钨、铱、铑和铂。除了这些金属之外,还可结合采用其他促进剂,包括VIB族金属,例如钨和钨。催化剂中的氢化金属的量可在宽范围内变化。一般而言,可使用介于0.05重量%和30重量%之间的任何量。就贵金属而言,通常优选使用0.05重量%至2重量%的贵金属。

[0047] 掺入氢化金属的方法是使基料与所需金属的合适的化合物的水溶液接触,其中金属以阳离子形式存在。在添加所选择的一种或多种氢化金属后,接着将所得催化剂粉末过

滤、干燥,根据需要用添加的润滑剂、粘结剂等制成球粒,并在空气中在例如371°C (700°F)至648°C (200°F)的温度下煅烧,以便活化催化剂并分解铵离子。另选地,可将基料组分制成球粒,然后添加氢化组分并通过煅烧活化。

[0048] 上述催化剂可以未稀释形式采用,或者粉末状催化剂可与其它活性相对较低的催化剂、稀释剂或粘结剂诸如氧化铝、硅胶、二氧化硅-氧化铝共凝胶、活性粘土等以介于5重量%和90重量%之间的范围内的比例混合并共制球粒。这些稀释剂可原样采用,或者它们可含有较小比例的添加的氢化金属,诸如VIB族和/或VIII族金属。附加的金属促进的氢化裂解催化剂也可用于本发明的方法中,该催化剂包括例如磷酸铝分子筛、结晶铬硅酸盐(Crystalline chromosilicates)和其它结晶硅酸盐。结晶铬硅酸盐在US 4,363,178中有更全面的描述。

[0049] 通过一种方法,氢化裂解条件可包括290°C (550°F)至468°C (875°F)、优选地343°C (650°F)至445°C (833°F)的温度,4.8MPa(表压)(700psig)至20.7MPa(表压)(3000psig)的压力,0.4hr<sup>-1</sup>至小于2.5hr<sup>-1</sup>的液时空速(LHSV),以及421Nm<sup>3</sup>/m<sup>0</sup>(2,500scf/bbl)至2,527Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>油(15,000scf/bbl)的氢速率。如果需要温和的氢化裂解,条件可包括35°C (600°F)至441°C (825°F)的温度,5.5MPa(表压)(800psig)至3.8MPa(表压)(2000psig)或更通常6.9MPa(表压)(1000psig)至11.0MPa(表压)(1600psig)的压力,0.5hr<sup>-1</sup>至2hr<sup>-1</sup>并且优选地0.7hr<sup>-1</sup>至1.5hr<sup>-1</sup>的液时空速(LHSV)以及421Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>油(2,500scf/bbl)至1,685Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>油(10,000scf/bbl)的氢速率。

[0050] 经加氢处理的流出物流可在氢化裂解流出物管线48中离开氢化裂解反应器40,并在分离部分14中分离,该分离部分与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器下游连通。分离部分14包括一个或多个分离器,该一个或多个分离器与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器下游连通。在一方面,氢化裂解管线48中的氢化裂解流出物流可与烃进料管线26中的烃进料流进行热交换并被递送至热分离器50。

[0051] 热分离器50分离经加氢处理的流出物流以在从热分离器50的顶部延伸的热塔顶管线52中提供含烃热蒸气流,并在从热分离器50的底部延伸的热塔底管线54中提供含烃热液体流。热分离器50可以与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器下游连通。热分离器50在77°C (350°F)至371°C (700°F)下操作,并且优选在232°C (450°F)至315°C (600°F)下操作。热分离器50可在比导致通过介入设备的压降的氢化裂解反应器40略低的压力下操作。热分离器50可在介于3.4MPa(表压)(493psig)和20.4MPa(表压)(2960psig)之间的压力下操作。热塔顶管线52中的含烃热蒸气流的操作温度可为热分离器50的操作温度。

[0052] 可以在进入冷分离器56之前用空气冷却器53冷却热塔顶管线52中的热蒸气流。由于在氢化裂解反应器40中发生的反应的结果,其中氮、氯和硫从进料中的烃反应,形成氨、硫化氢和氯化氢。在特征升华温度下,氨和硫化氢将化合形成二硫化铵,并且氨和氯化氢将化合形成氯化铵。每种化合物均具有特征升华温度,其可允许化合物涂覆设备,特别是热交换设备,从而损害设备性能。为了防止在传输热蒸气流的热塔顶管线52中如此沉积二硫化铵或氯化铵盐,可在热塔顶管线中的一点处(该位置的温度高于任一化合物的特征升华温度)将适量的洗涤水通过水管线51引入到空气冷却器53上游的热塔顶管线52中。



[0053] 热蒸气流可在冷分离器56中分离以提供从冷分离器56的顶部延伸的冷塔顶管线58中的包括富氢气体流的冷蒸气流,以及从冷分离器56的底部延伸的冷塔底管线60中的冷液体流。冷分离器56用于从经加氢处理的流中的烃液体中分离出富氢气体,以用于再循环至冷塔顶管线58中的反应器部分12。因此,冷分离器56与热分离器50的热塔顶管线52和包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器下游连通。冷分离器56可在100°F (38°C) 至150°F (66°C)、合适的115°F (46°C) 至145°F (63°C) 并且恰好低于包括导致通过介入设备的压降的氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40和热分离器50的加氢处理反应器的压力下操作,以保持塔顶的氢和轻质气体以及通常塔底的液体烃。冷分离器56可在介于3MPa (表压) (435psig) 和20MPa (表压) (2,900psig) 之间的压力下操作。冷分离器56还可具有用于收集水相的储槽。冷塔底管线60中的冷液体流的温度可为冷分离器56的操作温度。

[0054] 冷塔顶管线58中的冷蒸气流富含氢。因此,可从冷蒸气流回收氢。冷塔顶管线58中的冷蒸气流可通过塔板式或填料式的再循环洗涤塔62,其中冷蒸气流被洗涤提取液(诸如通过管线64进料的水溶液)洗涤,以通过将含有硫化氢的酸性气体萃取到水溶液中来除去该酸性气体。优选的提取液包括Selexol™,其购自伊利诺斯州德斯普兰斯的环球油品公司(UOP LLC, Des Plaines, Illinois),和胺诸如链烷醇胺,包括二乙醇胺(DEA)、单乙醇胺(MEA)、甲基二乙醇胺(MDEA)、二异丙醇胺(DIPA)和二甘醇胺(DGA)。代替优选的胺或除了优选的胺之外,可使用其他胺。贫胺与冷蒸气流接触并吸收酸性气体污染物诸如硫化氢。所得的“变温和的”冷蒸气流在再循环洗涤器塔顶管线68中从再循环洗涤器塔62的塔顶出口取出,并且富胺在再循环洗涤器塔底管线66中在再循环洗涤器塔的塔底出口处从塔底取出。来自塔底的用过的洗涤液可在溶剂管线64中再生并再循环回到再循环洗涤塔62。经洗涤的富氢流经由再循环洗涤器塔顶管线68从洗涤器排出,并且可在再循环压缩机44中压缩。洗涤器塔顶管线68中的经洗涤的富氢料流可在压缩机44的上游或下游的补充管线22中用补充氢流补充。经压缩的氢流将氢供应到氢管线23中的氢流。再循环洗涤塔62可以介于38°C (100°F) 和66°C (150°F) 之间的气体入口温度和3MPa (表压) (435psig) 至20MPa (表压) (2900psig) 的塔顶压力下操作。再循环洗涤塔62可在40°C (104°F) 至125°C (257°F) 的温度和约1200kPa至1600kPa的压力下操作。进入再循环洗涤塔62的热蒸气流温度可以介于20°C (68°F) 和80°C (176°F) 之间,并且溶剂管线64中的洗涤萃取液体流的温度可以介于20°C (68°F) 和70°C (158°F) 之间。

[0055] 热塔底管线54中的含烃热液体流包括相当大的氢浓度。可以使热液体流压力降低并通过热闪蒸入口54i进料到热闪蒸汽提器72。热闪蒸汽提器72包含塔板或填料73。如果使用塔板,则5至10个塔板就足够了。可以通过位于塔板或填料73上方的热闪蒸入口54i将热塔底管线54中的热液体流进料到热闪蒸汽提器的顶部附近。来自惰性气体管线77的惰性气体流通过位于塔板或填料73下方的惰性气体入口77i进料,该惰性气体入口促进惰性气体流与热液体流之间的接触。惰性气体流可以是热闪蒸塔底管线76中的热闪蒸液体的压力为3.4MPa (500psig) 至4.8MPa (700psig),诸如4.1MPa (600psig),并且速率为5.7kg/m<sup>3</sup> (21bs/bbl) 至14.2kg/m<sup>3</sup> (51bs/bbl) 的高压蒸汽。惰性气体流与热闪蒸汽提器中的热液体流接触,以从热液体流汽提氢,以提供从热闪蒸汽提器顶部延伸的热闪蒸塔顶管线74中的轻馏分和氢的热闪蒸蒸气流以及从热闪蒸汽提器的底部延伸的热闪蒸塔底管线76中的热闪蒸液体

流。由于在热闪蒸汽提器72中汽提的结果,与没有汽提相比,热闪蒸蒸气的氢浓度增加。而且,由于在热闪蒸汽提器72中汽提的结果,与没有汽提的情况相比,降低了热闪蒸液体的氢浓度。另外,在热闪蒸塔顶管线74中的热闪蒸蒸气流中的氢浓度大于在热塔底管线54中的热液体流中的氢浓度,并且该热闪蒸液体流的氢浓度小于在热塔底管线54中的热液体流中的氢浓度。热闪蒸塔顶管线74与热闪蒸汽提器72下游连通。热闪蒸汽提器72可与热塔底管线54直接下游连通,并与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器下游连通。在一方面,可以在热闪蒸塔底管线76中从热闪蒸液体流中汽提轻质气体诸如硫化氢。因此,产物汽提塔90可与热闪蒸汽提器72和热闪蒸塔底管线76直接下游连通。

[0056] 热闪蒸汽提器72可在与热分离器50相同的温度但是在介于1.4MPa(表压)(200psig)和6.9MPa(表压)(1000psig)之间的较低压力(合适地不超过3.8MPa(表压)(550psig))下操作。在热闪蒸塔底管线76中提取的热闪蒸液体流可以具有热闪蒸汽提器72的操作温度的温度。

[0057] 在另一个方面,冷塔底管线60中的冷液体流可发生压降并在冷闪蒸罐78中闪蒸,以分离冷塔底管线60中的冷液体流。冷闪蒸罐78可与冷分离器56的冷塔底管线60直接下游连通,并与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器下游连通。冷闪蒸罐78可将冷塔底管线60中的冷液体流分离,以在从冷闪蒸罐78的顶部延伸的冷闪蒸塔顶管线80中提供冷闪蒸蒸气流并且在从冷闪蒸罐的底部延伸的冷闪蒸塔底管线82中提供冷闪蒸液体流。在一个方面,可以从冷闪蒸塔底管线82中的冷闪蒸液体流汽提轻质气体诸如硫化氢。因此,产物汽提塔90可与冷闪蒸罐78和冷闪蒸塔底管线82下游连通。

[0058] 冷闪蒸罐78可与冷分离器56的冷塔底管线60和包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器下游连通。冷闪蒸罐78可在与冷分离器56相同的温度、但通常在介于1.4MPa(表压)(200psig)和6.9MPa(表压)(1000psig)之间、并且优选地介于2.4MPa(表压)(350psig)和3.8MPa(表压)(550psig)之间的较低压力下操作。可从冷闪蒸罐78中的储槽除去闪蒸的含水流。冷闪蒸塔底管线82中的冷闪蒸液体流的温度可与冷闪蒸罐78的操作温度相同。冷闪蒸塔顶管线80中的冷闪蒸蒸气流包含可被回收的大量氢。

[0059] 在一个实施方案中,富含氢浓度的热闪蒸蒸气流可以在冷却器75中冷却以冷凝惰性汽提气,并且被进料到冷闪蒸罐78,以与冷塔底管线60中的冷液体流闪蒸。在一方面,冷塔底管线60可以通过热闪蒸塔顶管线74连接,并接收冷却的热闪蒸蒸气流,其中,冷塔底管线60将冷却的、热闪蒸蒸气流和冷液体流两种流输送到冷闪蒸罐78。在该实施方案中,冷闪蒸罐78可与热闪蒸汽提器72的热闪蒸塔顶管线74下游连通。

[0060] 冷闪蒸塔顶管线80中的冷闪蒸蒸气流富含氢,其可以在氢回收部分100中回收氢。冷闪蒸蒸气流包括热闪蒸塔顶管线74中的热闪蒸蒸气流中的氢的主要部分。因此,可以通过从冷闪蒸蒸气流回收氢来从热闪蒸蒸气流回收氢。冷闪蒸塔顶管线80中的冷闪蒸蒸气流可以通过塔板式或填料式洗涤塔34。洗涤塔34可与热闪蒸塔顶管线74和冷闪蒸塔顶管线80下游连通。将冷闪蒸塔顶管线80中的冷闪蒸蒸气流进料到洗涤塔34的下部部分。借助于洗涤萃取液体流,诸如由溶剂管线38进料的水溶液,洗涤冷闪蒸蒸气流,以通过将包括硫化氢和二氧化碳的酸性气体萃取到水溶液中而除去该酸性气体。优选的提取液包括Selexol™,其购自伊利诺斯州德斯普兰斯的环球油品公司(UOP LLC, Des Plaines, Illinois),和胺诸如链烷醇胺,包括二乙醇胺(DEA)、单乙醇胺(MEA)、甲基二乙醇胺(MDEA)、二异丙醇胺

(DIPA) 和二甘醇胺 (DGA)。代替优选的胺或除了优选的胺之外,可使用其他胺。贫胺与冷蒸气流接触并吸收酸性气体污染物诸如硫化氢。所得的“变温和的”洗涤蒸气流在洗涤器塔顶管线39中从洗涤塔34的塔顶出口取出,并且富胺在洗涤器塔底管线36中从洗涤塔34的塔底出口处从塔底取出。来自塔底的用过的洗涤液可在管线38中再生并再循环回到洗涤塔34。经洗涤的富氢蒸气流经由洗涤器塔顶管线39从洗涤器中出来,并且可被引导至变压吸附(PSA)单元160,以产生高纯度的富氢流162和低纯度的废气流164。高纯度氢流162可以与附加的富氢补充气166合并,并可以在补充压缩机46中压缩。低氢纯度流164包括洗涤器塔顶管线39中经洗涤的富氢蒸气流中的大多数非氢化合物。低氢纯度流164可被引导至附近加热器中的低压燃烧器或被压缩并送至燃气集管(未示出)。来自补充压缩机46的压缩流可以在管线22中将补充氢气提供给加氢处理反应器部分12。洗涤塔34可在40°C (104°F) 至125°C (257°F) 的温度和1200kPa至1700kPa的压力下操作。到洗涤器34的冷闪蒸塔顶流80的温度可以介于20°C (68°F) 和80°C (176°F) 之间,并且溶剂管线38中的洗涤萃取液体流的温度可以介于25°C (77°F) 和75°C (185°F) 之间。

[0061] 分馏部分16可包括汽提塔90和分馏塔110。汽提塔90可与分离部分14中的分离器50、72、56、78或塔底管线下游连通,以从氢化裂解流中汽提挥发物。例如,汽提塔90可与热塔底管线54、热闪蒸塔底管线76、冷塔底管线60和/或冷闪蒸塔底管线82下游连通。在一个方面,汽提塔90可以是含有冷汽提塔92和热汽提塔94的容器,其具有将汽提塔92、94中的每一个与另一个隔离的壁。冷汽提塔92可与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器、冷塔底管线60以及一方面的冷闪蒸塔底管线82下游连通以汽提冷液体流。热汽提塔94可以与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器和热塔底管线54以及一方面的热闪蒸塔底管线76下游连通,以汽提比冷液体流热的热液体流。热液体流可以比冷液体流更热,热至少25°C并且优选地至少50°C。

[0062] 在冷闪蒸塔底管线82中包括氢化裂解流的冷闪蒸液体流可被加热并在可位于塔的上半顶部的入口处进料至冷汽提塔92。包括氢化裂解流的冷闪蒸液体流可在冷汽提塔92中用冷汽提介质汽提气体,该冷汽提介质是惰性气体,诸如来自冷汽提介质管线96的蒸汽,以在冷汽提器塔顶管线98中提供石脑油、氢、硫化氢、蒸汽和其他气体的冷汽提器蒸气流,并且在冷汽提器塔底管线101中提供液体冷汽提流。冷汽提器塔顶管线98中的冷汽提器蒸气流可在接收器102中冷凝并分离。来自接收器102的汽提器净塔顶管线104携带LPG、轻质烃、硫化氢和氢的净汽提器废气。来自接收器102的塔底的未稳定的液体石脑油可在回流到冷汽提塔92顶部的回流部分和液体汽提器塔顶流之间分流,该液体汽提器塔顶流可在冷凝汽提器塔顶管线106中输送以进一步回收或处理。可从塔顶接收器102的储槽收集酸性水流。

[0063] 冷汽提塔92可以介于150°C (300°F) 和288°C (550°F) 之间、优选地不超过260°C (500°F) 的塔底温度以及0.7MPa(表压) (100psig)、优选地不小于0.34MPa(表压) (50psig) 至不超过2.0MPa(表压) (290psig) 的塔顶压力操作。塔顶接收器102中的温度在38°C (100°F) 至66°C (150°F) 的范围内,并且压力基本上与冷汽提塔92的塔顶压力相同。

[0064] 冷汽提器塔底管线101中的冷汽提流可主要包括石脑油和煤油沸腾物质。管线101中的冷汽提流可被加热并进料至产物分馏塔110。产物分馏塔110可与包括氢化处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的加氢处理反应器、冷汽提塔92的冷汽提器塔底管线101和汽提

塔90下游连通。在一个方面,产物分馏塔110可包括超过一个分馏塔。产物分馏塔110可与热分离器50、冷分离器56、热闪蒸汽提器72和冷闪蒸罐78中的一个、一些或全部下游连通。

[0065] 在热闪蒸塔底管线76中包括经加氢处理的流的热闪蒸液体流可在热汽提塔94的顶部附近进料至该热汽提塔。热闪蒸液体流可在热汽提塔94中用热汽提介质汽提气体,该热汽提介质是惰性气体,诸如来自管线108的蒸汽,以在热汽提器塔顶管线112中提供石脑油、氢、硫化氢、蒸汽和其他气体的热汽提器塔顶流,并且在热汽提器塔底管线114中提供液体热汽提流。热汽提器塔顶管线112可被冷凝,并且一部分回流至热汽提塔104。然而,在实施方案中,热汽提器塔顶管线112中来自热汽提塔94的塔顶的热汽提器塔顶流可在一个方面直接进料到冷汽提塔92中而不冷凝或回流。携带冷闪蒸液体流的冷闪蒸塔底管线82的入口可处于比热汽提器塔顶管线112的入口更高的高度处。热汽提塔94可以介于160°C (320°F) 和360°C (680°F) 之间的塔底温度和0.7MPa (表压) (100psig)、优选地不小于0.34MPa (表压) (50psig) 至不超过2.0MPa (表压) (290psig) 的塔顶压力操作。

[0066] 在热汽提塔底管线114中包括经加氢处理的流出物流的至少一部分热汽提流可被加热并进料至产物分馏塔110。产物分馏塔110可与热汽提塔94的热汽提塔底管线114下游连通。管线114中的热汽提流的温度可以比冷汽提塔底管线101中的冷汽提流的温度高。

[0067] 产物分馏塔110可与冷汽提塔92和热汽提塔94下游连通,并且可包括超过一个分馏塔,以用于将汽提的经加氢处理的流分离成产物流。产物分馏塔110也可与热分离器50、冷分离器56、热闪蒸汽提器72和冷闪蒸罐78下游连通。产物分馏塔110可以借助于从汽提管线134进料的惰性汽提气流分馏氢化裂解流、冷汽提流和热汽提流。来自产物分馏塔110的产物流可包括净分馏塔顶流,其包括净塔顶管线126中的石脑油、管线128中来自侧分馏出口的任选重质石脑油流、管线130中携带的来自侧分馏出口的煤油流和柴油管线132中来自侧出口的柴油流。

[0068] 在高于柴油分馏点沸腾的未转化的油 (UCO) 流可从产物分馏塔110的塔底进入分馏器塔底管线140中。可将分馏器塔底管线140中的部分或全部UCO流从工艺中清除,再循环至氢化裂解反应器40或运送至第二级氢化裂解反应器 (未示出)。

[0069] 产物流也可被汽提以除去轻质物质以满足产品纯度要求。塔顶管线148中的分馏塔顶流可在接收器150中冷凝并分离,其中冷凝液体的一部分回流回产物分馏塔110。管线126中的净分馏塔顶流可进一步处理或回收为石脑油产物。产物分馏塔110可以介于260°C (500°F) 和385°C (725°F) 之间、优选地不超过380°C (715°F) 的塔底温度和介于7kPa (表压) (1psig) 和69kPa (表压) (10psig) 之间的塔顶压力操作。可将分馏器塔底管线140中的UCO流的一部分再沸腾并返回至产物分馏塔110,而不是在管线134中添加惰性汽提介质流诸如蒸汽以加热至产物分馏塔110。

[0070] 图2示出了图1的方法和设备的另选实施方案,其中,热闪蒸塔顶管线74' 中的热闪蒸蒸气流绕过了冷闪蒸罐78'。具有与图1中相同构型的图2中的元件将具有与图1中的元件相同的附图标号。具有与图1中的对应元件不同构型的图2中的元件将具有相同的附图标号,但用撇号 (') 表示。图2的实施方案的构型和操作基本上与图1中的相同,但有以下例外。

[0071] 在一方面,可以用空气冷却器75冷却热闪蒸塔顶管线74' 中的热闪蒸蒸气流,并加入冷闪蒸塔顶管线80', 以将热闪蒸蒸气流与冷闪蒸蒸气流混合。我们发现将热闪蒸蒸气流进料至冷闪蒸罐78' 可使热闪蒸蒸气流中的一些氢进入具有冷液体的溶液并在冷闪蒸塔底

管线82中离开冷闪蒸罐78'。相反,冷闪蒸罐78'和热闪蒸塔顶管线74'彼此隔离,这意味着热闪蒸塔顶管线74'从不连接到冷闪蒸罐78',并且热闪蒸蒸气流从不进入冷闪蒸罐78'。热闪蒸蒸气流绕过冷闪蒸罐78',以使得能够从热闪蒸塔底管线74'中的热闪蒸蒸气流中回收氢。可以在洗涤塔34'中从热闪蒸塔顶管线74'中的热闪蒸蒸气流中洗涤硫化氢,以提供经洗涤的富氢流。

[0072] 在一个方面,热闪蒸塔顶管线74'中的热闪蒸塔顶流可以在空气冷却器75中被冷却并且在洗涤之前在洗涤器分离器33中具有与热闪蒸蒸气流分离的冷凝液体。优选地,在位于冷闪蒸罐78'外部的接合部84处,热闪蒸塔顶管线74'可以与冷闪蒸塔顶管线80'连接。接合部84优选地位于冷闪蒸罐78'的下游,并且可以与冷闪蒸罐78'下游连通,但是接合部84不与冷闪蒸罐上游连通。接合部84将热闪蒸塔顶管线74'中的热闪蒸蒸气流与冷闪蒸塔顶管线80'中的冷闪蒸蒸气流混合,以在混合管线86中提供混合流。因此,冷闪蒸罐78'没有与热闪蒸塔顶管线74'和热闪蒸汽提器72下游连通。

[0073] 混合管线86中的混合流富含氢。混合流包括热闪蒸塔顶管线74'中的热闪蒸蒸气流中的氢的主要部分。因此,可以从混合流中回收氢。混合管线86中的混合流可以通过塔板式或填料式循环洗涤塔34'。洗涤塔34'可以与热闪蒸塔顶管线74'和冷闪蒸塔顶管线80'以及所述混合管线86下游连通。首先将混合流进料到洗涤器分离器33中,该洗涤器分离器可以在洗涤塔34'的下部部分,在此处,由空气冷却器75的冷却作用形成的任何液体在洗涤器分离器塔底管线35中分离,可以将其进料至冷闪蒸塔底管线82中的冷闪蒸液体流。在洗涤器分离器塔顶管线37中排出的洗涤器蒸气流被引导至洗涤塔34',通过该洗涤塔借助于洗涤提取液诸如通过管线38进料的水溶液来洗涤该洗涤器蒸气流,以通过将包括硫化氢和二氧化碳的酸性气体萃取到水溶液中来除去该酸性气体。贫胺与冷蒸气流接触并吸收酸性气体污染物诸如硫化氢。所得的“变温和的”经洗涤的蒸气流在洗涤器塔顶管线39中从洗涤器塔34'的塔顶出口取出,并且富胺在洗涤器塔底管线36中在再循环洗涤器塔的塔底出口处从塔底取出。来自塔底的用过的洗涤液可在管线38中再生并再循环回到洗涤塔34。经洗涤的富氢蒸气流经由洗涤器塔顶管线39从洗涤器塔34'出来,并且可以被引导至变压吸附(PSA)单元160,以产生高纯度富氢流162和低纯度废物流164。洗涤塔34'可在40°C (104°F)至125°C (257°F)的温度和1200kPa至1600kPa的压力下操作。到洗涤器分离器33的混合管线86中的混合流的温度可以介于20°C (68°F)和80°C (176°F)之间,并且溶剂管线38中的洗涤萃取液体流的温度可以介于20°C (68°F)和70°C (158°F)之间。

[0074] 方法和设备10的其余部分如图1所描述。

#### [0075] 实施例

[0076] 我们进行了模拟,以确定使用热闪蒸汽提器将氢从热液体流中汽提出来,从而减少了溶液中氢损失。热闪蒸汽提器在292°C (557°F)的温度和3,000kPa (436psia)的压力下操作。模拟的是氢化裂解单元,每天处理9,698m<sup>3</sup> (61,000桶)。通过在4.1MPa (600psig)的压力下用进料到热闪蒸汽提器中的999kg/h的氢的5,500kg/h (12125lb/h)的蒸汽汽提热液体流,将另外146kg/h的氢从热闪蒸液体流移至热闪蒸蒸气流,可以将其在氢回收单元中回收,从而导致15重量%以上的氢回收率。在热闪蒸液体流中仅损失热液体流中0.9重量%的氢。

#### [0077] 具体的实施方案

[0078] 虽然结合具体的实施方案描述了以下内容,但应当理解,该描述旨在说明而不是限制前述描述和所附权利要求书的范围。

[0079] 本发明的第一实施方案是一种方法,包括在加氢处理反应器中利用加氢处理催化剂上的氢流加氢处理烃进料流,以提供经加氢处理的流出物流;在热分离器中分离经加氢处理的流出物流,以提供热蒸气流和热液体流;以及在热闪蒸汽提器中用惰性气体流汽提热液体流,以提供氢浓度增加的热闪蒸蒸气流和热闪蒸液体流。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括从热闪蒸蒸气流回收氢。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括用惰性气体流汽提热闪蒸液体流以除去附加的轻质气体。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括在冷分离器中分离所述热蒸气流以提供冷蒸气流和冷液体流,以及闪蒸冷液体流以提供冷闪蒸蒸气流和冷闪蒸液体流。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括在闪蒸所述冷液体流之前,用冷却器冷却所述热闪蒸蒸气流。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括用冷闪蒸液体流闪蒸热闪蒸蒸气流。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括将热闪蒸蒸气流与冷闪蒸蒸气流混合以提供混合流,并从混合流回收氢。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括汽提热闪蒸液体流和冷闪蒸液体流以提供汽提流,并在产物分馏塔中将该汽提流分馏以提供产物流。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括在塔板或填料上方的所述热闪蒸汽提器的顶部附近进料所述热液体流,并在所述塔板或填料下方进料所述惰性气体流。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括冷却热闪蒸蒸气流以冷凝其中的较轻组分,诸如水。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括在汽提之前降低热液体流的压力。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第一实施方案中的一个、任何或所有,还包括用吸收硫化氢的溶液洗涤热闪蒸蒸气流或其一部分,以提供富氢流、纯化富氢流并压缩经纯化的氢流,并将压缩的富氢流作为氢流循环到加氢处理步骤。

[0080] 本发明的第二实施方案是一种设备,包括加氢处理反应器;与加氢处理反应器连通的热分离器;与所述热分离器的热塔底管线连通的热闪蒸汽提器,与所述热闪蒸汽提器连通的热闪蒸塔顶管线,以及与所述热闪蒸汽提器连通的热闪蒸塔底管线;以及与热闪蒸塔底管线连通的汽提器塔。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第二实施方案中的一个、任何或所有,还包括与所述热分离器的热塔顶管线连通的冷分离器;与冷分离器的冷塔底管线连通的冷闪蒸罐;以及与冷闪蒸罐的冷闪蒸塔底管线连通的汽提器塔。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第二实施方案中的一个、任何或所有,还包括与热闪蒸塔顶管线下游连通的洗涤器塔。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第二实施方案中的一个、任何或所有,还包括与热闪蒸塔顶管线和冷闪蒸塔顶管线下游连通的洗涤器塔。

[0081] 本发明的第三实施方案是一种方法,包括在加氢处理反应器中利用加氢处理催化

剂上的氢流加氢处理烃进料流,以提供经加氢处理的流出物流;在热分离器中分离经加氢处理的流出物流,以提供热蒸气流和热液体流;在热闪蒸汽提器中用惰性气体流汽提热液体流,以提供氢浓度增加的热闪蒸蒸气流和热闪蒸液体流;用惰性气体流汽提所述热闪蒸液体流以除去附加的挥发物,从热闪蒸蒸气流回收氢。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第三实施方案中的一个、任何或所有,还包括用冷却器冷却热蒸气流;在冷分离器中分离冷却的热蒸气流,以提供冷蒸气流和冷液体流;以及在冷闪蒸罐中分离冷液体流以提供冷闪蒸蒸气流和冷闪蒸液体流,并用惰性气体汽提冷闪蒸液体流以除去附加的挥发物。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第三实施方案中的一个、任何或所有,还包括从热闪蒸蒸气流回收氢。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第三实施方案中的一个、任何或所有,还包括在塔板或填料上方的所述热闪蒸汽提器的顶部附近进料所述热液体流,并在所述塔板或填料下方进料所述惰性气体流。

[0082] 尽管没有进一步的详细说明,但据信,本领域的技术人员通过使用前面的描述可最大程度利用本发明并且可容易地确定本发明的基本特征而不脱离本发明的实质和范围以作出本发明的各种变化和修改,并且使其适合各种使用和状况。因此,前述优选的具体的实施方案应理解为仅例示性的,而不以无论任何方式限制本公开的其余部分,并且旨在涵盖包括在所附权利要求书的范围内的各种修改和等效布置。

[0083] 在前述内容中,所有温度均以摄氏度示出,并且所有份数和百分比均按重量计,除非另外指明。



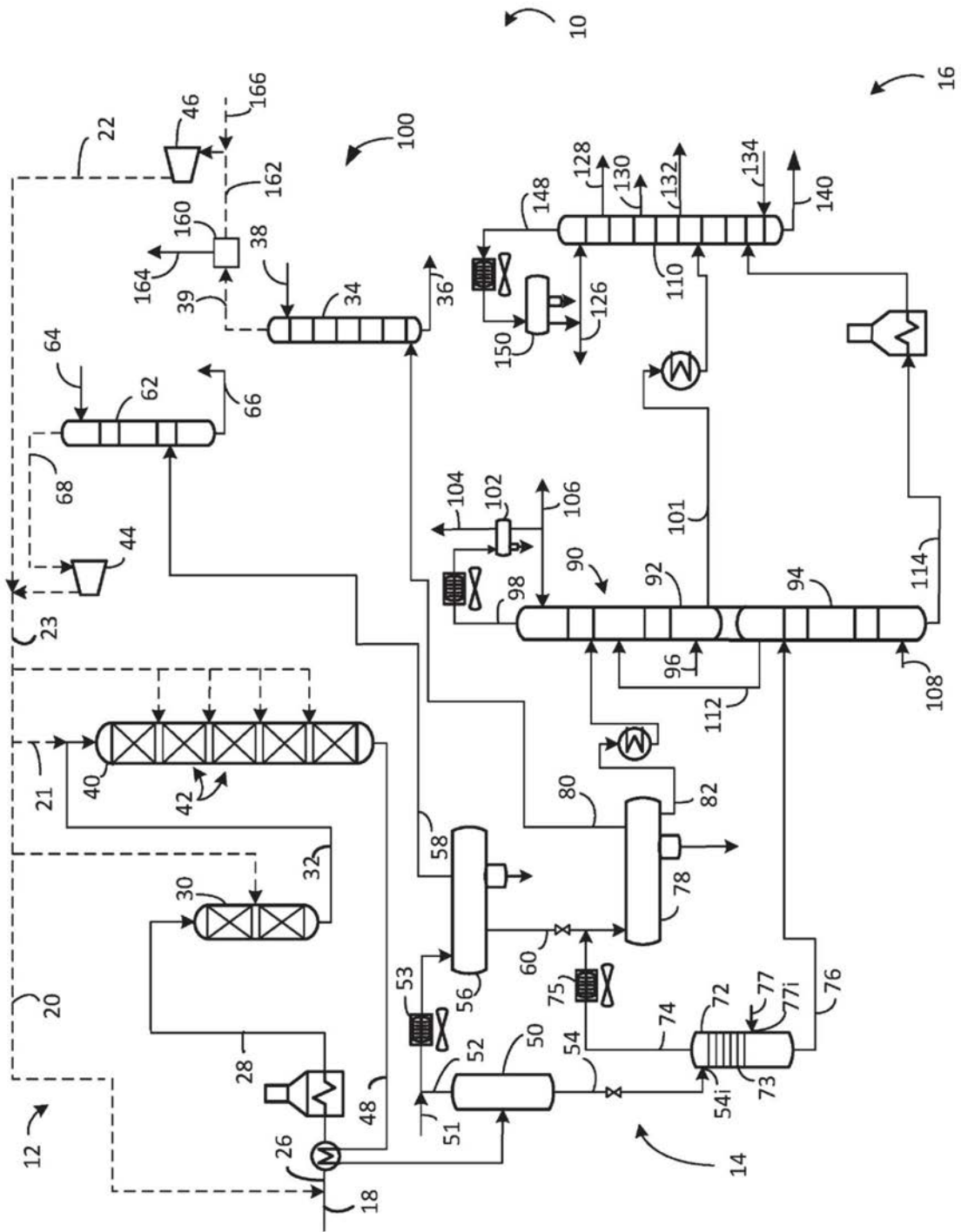


图1



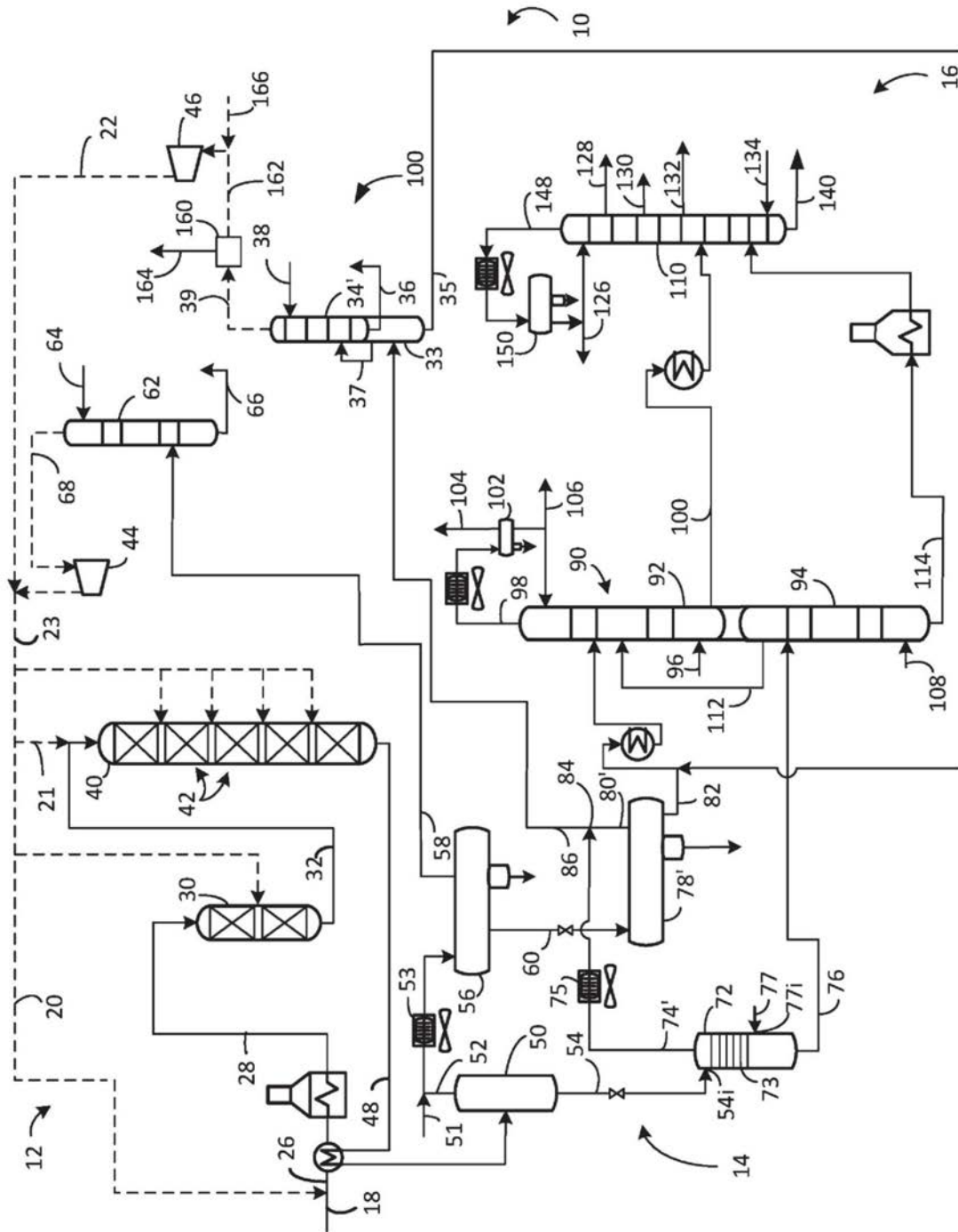


图2